

⑬ 日本国特許庁 (JP)  
⑭ 公開特許公報 (A)

⑮ 特許出願公開  
昭57—41565

⑯ Int. Cl.  
F 25 J 3/04

識別記号

庁内整理番号  
6825—4D

⑰ 公開 昭和57年(1982)3月8日

発明の数 2  
審査請求 有

(全 5 頁)

⑱ 気体酸素製造法及び該製造法実施用低温プラ  
ント

⑲ 特 願 昭56—115005

⑳ 出 願 昭56(1981)7月22日

優先権主張 ㉑ 1980年7月22日 ㉒ イギリス  
(GB) ㉓ 8023899

㉔ 発 明 者 フラン・セオバルド  
イギリス国サリイ・バーレイ・

㉕ 出 願 人 エア・プロダクツ・アンド・ケ  
ミカルズ・インコーポレイテツ  
ド  
アメリカ合衆国ペンシルヴェイ  
ニア18105アリンタウン・ピー  
オー・ボックス538 (番地なし)  
㉖ 代 理 人 弁理士 川口義雄 外1名

明 細 書

1. 発明の名称

気体酸素製造法及び該製造法実施用低温プラ  
ント

2. 特許請求の範囲

Ⅲ 送給空気を5乃至10絶対バールまで圧縮  
し、この空気から二酸化炭素及び水蒸気を除  
去するため、モレキュラーシーブ吸着器に前  
記送給空気を通じ、更にこの送給空気を、5  
乃至8絶対バールで作動する高压塔と1.3乃  
至3絶対バールで作動する低压塔とを有する  
蒸留ユニットにおいて分離し、該低压塔から  
液体酸素を取り出し、この液体酸素を加圧し、  
蒸発させ、発生した蒸気を加圧することから  
なる方法であつて、前記モレキュラーシーブ  
吸着器からの前記送給空気の少なくとも一部  
が循環圧縮機でより高压に圧縮され、第一分  
流と第二分流とに分割され、第一分流は、前

記液体酸素によつて冷却され、凝縮せられて  
て(分子基準で)玉状凝状の流れを生成し、  
この流れは前記高压塔及びノズルは前記低压塔  
へと導かれ、また第二分流は、冷却され、エ  
キスパンダーで膨張させられ、前記第一分流  
の冷却を助長すべく用いられ、かつ少なくと  
も一部分は、前記循環圧縮機へ戻されること  
からなる気体酸素製造法。

㉗ 前記第一分流が第二分流よりも高压に圧縮  
されることを特徴とする特許請求の範囲第Ⅲ  
項に記載の方法。

㉘ 前記第一分流が3.5乃至6.5絶対バールに  
圧縮され、前記第二分流が3.5乃至4.5絶対  
バールに圧縮されることを特徴とする特許請  
求の範囲第Ⅲ項または第Ⅳ項に記載の方法。

㉙ 送給空気圧縮用圧縮機と、この送給空気か  
ら二酸化炭素及び水蒸気を吸着するための、  
少なくとも1個のモレキュラーシーブ吸着器

と、空気蒸留用の高圧塔と低圧塔とを有する蒸留ユニットと、作動時に前記低圧塔からの液体酸素を加圧するポンプと、加圧された液体酸素がそこで蒸発させられ、かつ加圧され得る第一熱交換器とを有する低温プラントであつて、更に、前記モレキュラーシーブ吸着器からの空気を受容するべく配置された入口と第一及び第二の出口とを備える循環圧縮機と、作動時に冷たい膨張した空気を第一熱交換器を介して前記循環圧縮機の入口に導く導管とを有し、前記第一の出口は前記第一熱交換器及びこの熱交換器の下流に位置する膨張弁に連絡し、これによつて作動時に、圧縮された空気は第一熱交換器において冷却され、(分子蒸留で)主に液体生成物を生成すべく膨張させられ、前記高圧塔及び/又は前記低圧塔に導入され得る。前記第二の出口は第二熱交換器とこの熱交換器の下流に位置するエ

キスパンダーに接続され、これによつて作動時に、圧縮された空気は冷却されかつ前記エキスパンダーに於いて膨張され得る。又第一熱交換器において冷たい膨張した空気が前記第一の出口からの圧縮気体の冷却を助長することからなる低温プラント。

四 前記の第一及び第二熱交換器が単一の熱交換器に合体されていることを特徴とする特許請求の範囲第四項に記載の低温プラント。

### 3. 発明の詳細な説明

本発明は気体酸素の製造方法及び該方法を実施し得る低温プラントに係わる。

1980年8月17日に提出された英国特許出願第8019739号には、8乃至9絶対バールで作動する高圧塔と1.3乃至3絶対バールで作動する低圧塔とを有する複式蒸留塔における、乾燥圧縮空気の分留の降段塔からなる気体酸素製造法が開示されている。上記の複式蒸留塔において、低

圧塔から液体酸素が取り出され、加圧され、かつこの液体酸素は、高圧塔の塔頂より除去され、圧縮され、更に第一及び第二分流に分割された實質的に純粋な酸素の流れによつて蒸発させられる。この第一分流は蒸発している液体酸素によつて冷却され、次いで膨張させられて(分子蒸留で(molecular sieve))主に液体の生成物を生成し、この生成物の少なくとも一部は、蒸流として高圧塔へ戻される。第二分流は冷却され、エキスパンダーにおいて膨張させられ、第一分流の冷却を助長すべく用いられ、その最少なくとも一部は、圧縮機へ循環させられる。

経済的に実施するには、酸素は比較的高圧に圧縮されなければならない。従つてもしポンプを去る時の液体酸素圧が8.9絶対バールであれば、酸素は理想的には、第一分流では8.0絶対バールに、第二分流では4.1絶対バールに圧縮されるべきである。

冷たい酸素の流れから送給空気へ冷温を十分伝達するのに、送給空気は酸素ほど高圧に圧縮されなくてもよいので、もし圧縮気体酸素が要求されないのであれば、酸素よりもむしろ送給空気の少なくとも一部を、蒸発している酸素によつて冷却する方が有利であることは、既に判つている。この、より低い圧力によつて、資本投下はより少なくて済む。しかし、冷たい送給空気を高圧塔において蒸流として使用し得ないので、幾時的なプラントのエネルギー要求は、前述の特許出願に開示されたプラントのエネルギー要求とほぼ同等である。

本発明は下記の気体酸素製造法を提供する。即ち、送給空気を8乃至10絶対バールまで圧縮し、この送給空気から二酸化炭素及び水蒸気を除去するため、モレキュラーシーブ吸着器に前記送給空気を通し、更にこの送給空気を、8乃至9絶対バールで作動する高圧塔と1.3乃至3絶対バールで作動する低圧塔とを有する蒸留ユニットにおいて

分留し、前記低圧塔から液体酸素を取り出し、この液体酸素を加圧し、蒸発させ、発生した蒸気を加圧することからなる方法であつて、前記モレキュラーシーブ吸着器からの前記送給空気の少なくとも一部が循環圧縮機で高圧に圧縮され、第一分流と第二分流とに分別され、前記第一分流は、前記液体酸素によつて冷却され、膨張させられて（分子基準で）主に液状の流れを生成し、この流れは前記の高圧塔及び／又は低圧塔へと導かれ、また前記第二分流は、冷却され、エキスパンダーで膨張させられ、前記第一分流の冷却を助長すべく用いられ、かつ少なくとも一部分は、前記循環圧縮機へ戻されることとなる気体酸素製造法である。

第二分流は、気体酸素を加圧することで冷却されても、あるいはまた、設立した別個の熱交換器において、例えばエキスパンダーから放出される冷えた気体によつて冷却されてもよい。

器及びこの熱交換器の下流に位置する膨張弁に連絡し、これによつて作動時に、圧縮された空気は第一熱交換器において冷却され、（分子基準で）主に液体生成物を生成すべく膨張させられ、前記高圧塔及び／又は前記低圧塔に導入され得る。第二の出口は第二熱交換器と、この熱交換器の下流に位置するエキスパンダーに接続され、これによつて作動時に、圧縮された空気は冷却されかつエキスパンダーにおいて膨張され得る。第一熱交換器において冷たい膨張した空気が前記第一の出口からの圧縮気体の冷却を助長することからなる低温プラントである。

第一及び第二熱交換器は単一の熱交換器に合体されるのが好ましい。

本発明は、30 絶対バール以上の圧力において1日に50トン以上の酸素を生成する低温プラントにおいて特に有利である。

以下に本発明を、具体例に即して説明する。

好ましくは、第一分流は第二分流よりも高圧に圧縮される。第一分流は3.5乃至6.5絶対バールに、第二分流は3.5乃至4.5絶対バールに圧縮されると有利である。

本発明はまた、下記の低温プラントをも提供する。即ち、送給空気圧縮用の圧縮機と、この送給空気から二酸化炭素及び水蒸気を吸着させるための、少なくとも1個のモレキュラーシーブ吸着器と、空気蒸着用の高圧塔と低圧塔とを有する蒸留ユニットと、作動時に前記低圧塔からの液体酸素を加圧するポンプと、加圧された液体酸素がそこで蒸発させられ得、かつ加圧され得る第一熱交換器とを有するプラントであつて、更に、前記モレキュラーシーブ吸着器からの空気を受容するべく配置された入口と第一及び第二の出口とを備える循環圧縮機と、作動時に冷たい膨張した空気を第一熱交換器を介して前記循環圧縮機の入口に導く導管とを有し、前記第一の出口は前記第一熱交換

器に示された具体例では、空気は圧縮機1において6.7絶対バールに圧縮され、アフタークーラー2で7℃に冷却される。圧縮された空気は次いでモレキュラーシーブ吸着器3に通され、この吸着器に前記空気の二酸化炭素、水蒸気、及び高級炭化水素が吸着される。精製された圧縮空気は、次に管4を通過し、一次流6と二次流7とに分別される。一次流6は、精製な圧縮空気の約78（容積）%に当たり、熱交換器8においてその露点まで冷却される。冷却された空気流は導管9を通過して、複式蒸留塔11の高圧塔10に入る。

二次流7は蒸餾器12において高酸素含有流13と合流し、この合流した流れ14は二級循環圧縮機15へと導かれる。

合流した流れの約69%は、4.2バールの第二分流として導管16を通過して熱交換器17へと流れ、この熱交換器においてこの分流は-122℃に冷却され、その凝発生部付きエキスパンダー

18において6.7絶対パーセントに膨張させられる。膨張した流れは次に相分離器19に移される。合流した流れの残部は、55絶対パーセントの第一分派として導管20を通過して熱交換器17へと流れ、ここで約-171℃に冷却される。冷却後該分派は、弁21において6.7絶対パーセントに膨張し、このようにして形成された2相混合物は、相分離器19へ供給される。

相分離器19から出る液体は管22を経て接続部23に達し、弁24で6.3絶対パーセントに膨張させられてから高圧塔10へ流入する部分と、弁25で1.4絶対パーセントに膨張させられてから低圧塔42へ流入する部分とに分かれる。

相分離器19から出る蒸気は管26を経て接続部27に達し、二つの流れに分割される。一方の流れ28は、熱交換器8において加温され、次いで管29を経て接続部30に達し、ここで蒸気部27からのもう一方の流れ31と出会う。合流し

て熱交換器17に到り、約16℃の気体となつて、管47を介してこの熱交換器を去る。

その他の流れのうち、不純物系が管48を介して低圧塔42の塔頂を離れる。不純物系の大部分は次に、熱交換器40及び32において加温された後管49を通過して熱交換器8に到り、この熱交換器を10℃で去る。この後、不純物が乾燥した鹽素は給水塔50の中を気泡となつて通過し、飽和状態になるまで水を冷却する。このようにして冷却された水はポンプ51によつてアフタークーラー5の頂部へ送られ、そこに空気を冷却の最終段階を用意する。アフタークーラー5における冷却作業の主な部分は、主冷却水循環系(図示せず)によつて為される。残りの不純物系は管52を通過し、その大部分は熱交換器8において加温される。その後この鹽素は、モレキュラーシープ吸着器3の再生に使用される。管52を通過する不純物系の内その他の部分は、管53を通過して熱交

換器17を去る。

高圧塔10の底部から得られる粗製液体鹽素は、管32を通過して熱交換器32に到り、ここで冷却された後弁34で膨張させられ、1.4絶対パーセントの低圧塔42へと導かれる。気体鹽素部分は、導管35を介して高圧塔10の塔頂を離れ、リボイラ36において蒸餾される。液体鹽素は管37を介してリボイラ36を離れ、一部は管38を通過して高圧塔10へ蒸気として戻り、その残りは管39を通過して熱交換器40に到り、ここで冷却された後弁41で膨張させられ、1.4絶対パーセントの低圧塔42へと導かれる。

低圧塔42の底部から管43を介して少量の液体鹽素が取り出され、液体鹽素貯蔵タンク(図示せず)へ送られる。残りの液体鹽素は管44を経てポンプ45に達し、ここで82絶対パーセントに加圧される。この液体鹽素は更に、管46を通過し

て熱交換器17に到り、ここで加温された後、ページガスとして用いられる。

本発明に係わる装置が、二酸化炭素及び水素気の除去のために可逆熱交換器を組み入れた低温プラントと対立するものとしてモレキュラーシープ吸着器を備えている低温プラントにのみ適しているという点は留意されるべきである。

#### 4. 図面の簡単な説明

図面は本発明低温プラントの簡略化された工程図である。

1…圧縮機、

2…モレキュラーシープ吸着器、

17…第一熱交換器(第二熱交換器)、

10…高圧塔、

11…蒸留塔 ユニフト、

15…循環圧縮機、

18…エキスパンダー、

21…膨張弁、

42…低圧塔、

45…ポンプ。

